

文章编号: 1006-3080(2025)05-0596-08

DOI: 10.14135/j.cnki.1006-3080.20250402003

催化汽油汽提分离和精馏分离脱苯技术

金梦甜

(中国石化工程建设有限公司, 北京 100101)

摘要:为满足车用汽油国 VIB 标准中苯含量的要求, 国内催化汽油需进行降苯处理。催化汽油的中间馏分苯含量高, 为优化汽油馏分的精细化分离效果, 本文提出汽提塔或精馏塔两种工艺方案分离脱苯, 通过流程模拟与参数对比, 系统评估了其技术性能。结果表明, 采用精馏分离脱苯技术处理催化汽油, 苯的体积分数由 1.15% 降低至 0.70%, 每吨汽油能耗较汽提塔方案降低 5.486 kg 标油。精馏法在分离精度、能耗控制及苯脱除效率方面更具优势。

关键词:催化汽油; 苯; 汽提分离; 精馏分离; 汽油国 VIB 标准

中图分类号:TE624

文献标志码:A

苯是一种已被证实的致癌物质, 严重威胁着人们的健康。美国环境保护局(EPA)已将苯列为“已知的人类致癌物”(a类)^[1]。作为车用燃料调和的主要原料之一, 催化汽油中苯的体积分数普遍为 0.5%~1.3%, 而部分催化裂化汽油中苯的体积分数能达到 2%以上^[2], 这一指标直接影响成品汽油的环保性能^[3]。

随着我国车用汽油质量要求的不断更新, 目前实施的车用汽油质量标准 GB17930—2016(国 VIB)指出车用汽油中苯体积分数不大于 0.8%, GB17930—2013 标准、欧洲汽油标准和世界多国引用的世界燃油规范均要求车用汽油中苯体积分数不大于 1.0%, 可见现标准对汽油中苯含量指标要求苛刻, 所以开发汽油脱苯技术尤为重要^[4-5]。

目前, 降低催化汽油中苯含量的措施有改善原料组成、降低一反温度、二反温度、二反粗汽油回炼量和降低催化剂的活性^[6-7]等方法。但以上方法只能小幅度减少苯的体积分数, 降幅在 0.1%~0.2%, 难以满足国 VIB 标准规定的车用汽油中苯的体积分数不大于 0.8% 的要求^[8]。由于汽油池中催化汽油占比高达 60%, 因此, 应寻找更有效的方法降低催化汽油中苯的体积分数^[9]。

降低催化汽油中苯体积分数的主流工艺方案包

括烷基化脱苯技术、苯加氢饱和技术、异构化脱苯技术和精馏分离脱苯技术等^[10], 其中烷基化脱苯技术能够将甲醇、裂解气等低值原料转化为高辛烷值汽油组分, 不仅有效减少了汽油中苯的体积分数, 还提升了辛烷值和其收率^[11-12]。美国埃克森美孚研究和工程公司(EMRE)利用 MCM-22 型分子筛催化剂和烯烃作为烷基化试剂, 开发的 BenzOUT™ 工艺可使降苯率达到 90% 以上^[13-14]。中国石油化工集团有限公司和抚顺石油化工研究院采用 ZSM-5、Beta 分子筛催化剂, 以 FCC 汽油烯烃为烷基化试剂, 对催化裂化汽油和催化重整汽油进行烷基化脱苯, 研究表明全馏分催化裂化汽油和催化重整汽油的苯体积分数由 3.7% 降到 1.0%^[15]。但烷基化脱苯技术存在专用催化剂成本高、原料适应性受限、操作条件严苛等缺点。加氢饱和脱苯技术目前有美国霍尼韦尔公司(UOP)研发的 Bensat 技术, 对富苯馏分进行加氢处理后, 在稳定塔中实现产物分离, 该技术使得苯转化率达到 90%^[11]。美国西恩迪技术有限公司(CD Tech)开发的 CD Hydro 技术将加氢反应与汽提过程集成于同一个反应器, 重整生成油分离富苯组分与苯加氢转化同步进行, 可有效降低汽油中苯的体积分数^[16]。法国阿克森斯公司(AXens)研发的 Benfree

收稿日期: 2025-04-02

作者简介: 金梦甜(1992—), 女, 河北人, 工程师, 博士, 主要研究方向为催化裂化工艺与工程设计。E-mail: jinmengtian.sei@sinopec.com

引用本文: 金梦甜. 催化汽油汽提分离和精馏分离脱苯技术[J]. 华东理工大学学报(自然科学版), 2025, 51(5): 596-603.

Citation: JIN Mengtian. Stripping Separation and Distillation Separation for Removing Benzene in FCC Gasoline[J]. Journal of East China University of Science and Technology, 2025, 51(5): 596-603.

工艺,分馏塔侧线抽出的富苯馏分经加氢饱和生成环己烷后返回分馏塔分离,该技术的苯转化率达 97%^[17]。但加氢饱和脱苯技术具有高氢耗、辛烷值损失大的缺点。异构化脱苯技术是通过醇与富苯馏分中 C6 异烯烃的醚化反应实现苯分离,苯浓缩馏分经加氢处理,同时将醚化物去醚回收 C6 异烯烃和醇^[18],但此工艺催化剂失活速度快、苯转化效果差。精馏分离脱苯技术因其生产操作弹性大、脱苯效果好、投资低等优点被广泛应用^[19]。传统催化汽油质量升级技术普遍采用简单的轻重两段分割法:将汽油粗略划分为轻、重两个馏分,随后分别进行后续处理。通过对催化汽油的馏程分布进行分析后发现,汽油中烯烃、苯及高辛烷值组分的分布具有显著特征:约 70% 的烯烃主要富集于轻馏分段,而 30%~45% 的 C6~C8 环烷烃和芳烃则集中分布在中间馏分段^[20]。鉴于当前国内汽油市场呈现产能过剩与芳烃等化工基础原料供给不足的矛盾,开展催化汽油的精细化分馏研究具有重要现实意义。通过将催化汽油分离为轻、中、重 3 个馏分段,可有效分离催化汽油中的苯和非苯组分,在满足国标要求的同时,能有效降低成品汽油产量,并显著提高芳烃产率。这种分级利用策略不仅能够优化产品结构,还能实现资源的高效配置,为炼化企业创造更大的经济效益。中国石油化工股份有限公司天津分公司采用汽提塔对催化裂化汽油脱苯,苯体积分数由 1.30% 下降到 0.70%^[10]。中国海洋石油有限公司通过采用精馏塔和汽提塔切割汽油的分离技术,有效地降低了汽油中苯体积分数,同时将含有 C6~C8 的中馏分切割重整。经过两次精馏分离后汽油中苯体积分数小于 0.75%, C6~C8 芳烃增产 20%,塔顶压力 0.12 MPa,回流比 2.3,冷却负荷 9.321 MW,净加热负荷 6.8 MW,切割汽油得到轻馏分馏程小于 70 ℃,中馏分馏程 70~155 ℃,重馏分馏程大于 155 ℃^[20]。虽然此方法能有效降低汽油中苯体积分数,但需要先将汽油切割成轻和重两种组分,再将重组分切割成中组分和重组分,流程复杂且回流比较高,能耗较大,所以可对回流比、热负荷和能耗等进行进一步的提升和优化。

本文采用汽提法和精馏法两种技术方案进行脱

苯性能比较。汽提法采用蒸汽汽提和闪蒸分离方法,通过汽提、分压调控的协同作用,显著降低汽油中苯体积分数。精馏法采用单一精馏分离方法,通过精馏分离技术实现苯的高效脱除。以中国石油化工集团有限公司某厂的催化裂化装置现有的汽提塔脱除催化汽油中苯为研究基础,对汽提塔方案进行模拟和优化,并在同样的进料条件下研究了精馏塔脱苯方案,比较了汽提法和精馏法的脱苯效率、能量消耗和投资费用,为炼油厂解决汽油中苯含量超标问题提供参考。

1 实验部分

1.1 原料性质

实验以中国石油化工集团有限公司某厂的催化裂化装置生产的催化汽油为原料,进料稳定汽油具体性质见表 1。

1.2 实验方法

基于流程模拟软件 Aspen Plus V11,对汽提方案和精馏方案两种脱苯工艺进行流程模拟与优化。选择立方型状态方程 Soave-Redlich-Kwong(RK-SOAVE)^[21]计算热力学性质和传递性质。

1.3 产品指标

GB 17930—2016(国 VIB)中规定汽油中苯的体积分数不大于 0.8%。本文中要求脱苯汽油中苯的体积分数不大于 0.70%,高于国 VIB 要求,预留技术缓冲空间。

2 结果与讨论

2.1 汽提法

2.1.1 流程描述 汽提法为在汽提塔底通入水蒸气方式进行汽油的组分分离方法,塔中段为富苯汽油产品,塔顶和塔底的产品汇合后为脱苯汽油产品。因本研究为中国石油化工集团有限公司某厂利用现有的催化裂化装置体系进行汽提脱苯,故塔板数、进料位置、侧线采出位置为现场实际情况,其工艺流程见图 1。稳定汽油以 69.1 t/h 的流量经过换热器换热后,温度提升至 130 ℃ 进入汽油脱苯塔,塔底设有蒸

表 1 稳定汽油的主要性质
Table 1 Main properties of stable gasoline

Density (20 ℃)/ (kg·cm ⁻³)	Flow rate/(t·h ⁻¹)	Temperature/℃	Benzene flow rate/(kg·h ⁻¹)	w(Benzene)/%	φ(Benzene)/%
736	69.1	130	955	1.38	1.15

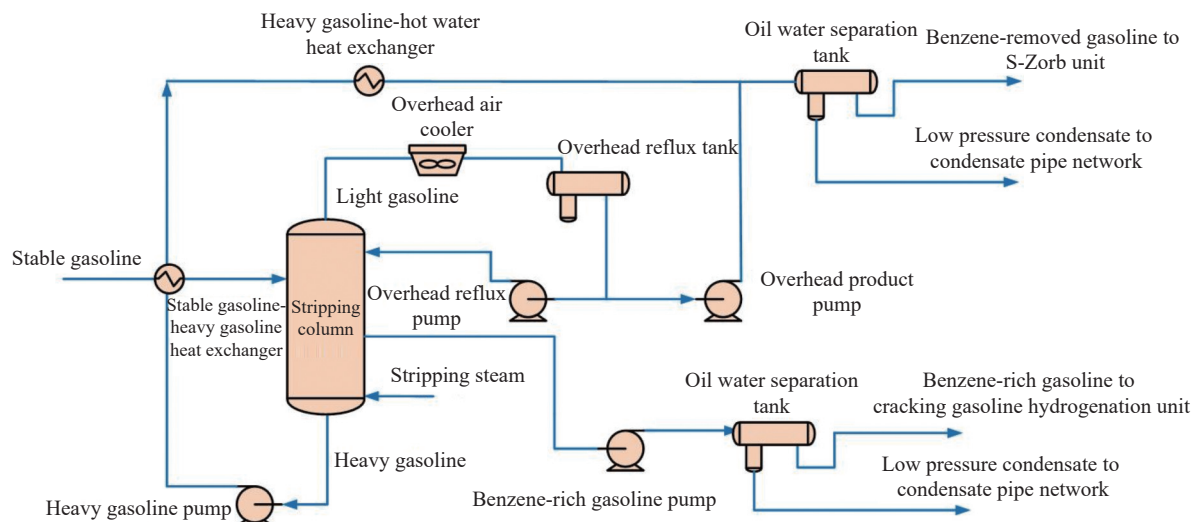


图 1 汽提塔工艺流程

Fig. 1 Stripping column process

汽汽提, 蒸汽量为 $1\,122\text{ kg/h}$ 。塔顶设有空冷器, 塔顶轻汽油经过空冷器后温度降低至 $40\text{ }^{\circ}\text{C}$, 一部分塔顶轻汽油回流至塔顶, 另一部分与塔底重汽油混合。塔底重汽油换热降温后与塔顶汽油混合, 然后进油水分离罐, 而脱苯汽油进入 S-Zorb 装置。鉴于汽提工艺特性导致汽油产品中含水, 为满足 S-Zorb 装置进料水含量控制指标并降低吸附剂损耗风险, 工艺系统设置一台油水分离罐对其进行脱水处理, 实现脱苯汽油中水质量分数不大于 $2\times 10^{-4}[10]$ 。汽油脱苯塔中段设置侧线抽出, 富苯汽油流量为 8.87 t/h , 经泵加压后去裂解汽油加氢装置。

本方案汽油脱苯塔的实际塔盘层数为 38 层, 设有塔顶冷凝系统, 无塔底重沸器系统。本方案的特点是采用 1.1 MPa 蒸汽汽提, 不设重沸器。脱苯汽油和富苯汽油均需分离水, 需要 2 台油水分离罐。

2.1.2 计算结果 根据某厂汽油脱苯塔操作参数, 使用 Aspen 进行流程模拟, 结合苯在塔中的分布进行优化, 苯在汽油脱苯塔的第 35 层板浓度最高, 质量分数为 3.36% , 据此优化汽提塔的抽出位置, 富苯汽油自第 35 层板抽出。汽提方案可以将轻组分汽提出来, 起到富集苯浓度的效果。但通过此厂操作参数模拟后, 发现脱苯汽油中苯体积分数为 0.90% , 不能满足脱苯汽油中苯体积分数不大于 0.70% 的要求。由于汽提蒸汽量是决定脱苯汽油中苯体积分数的因素, 因此考虑通过增加汽提蒸汽量, 达到控制脱苯汽油中苯体积分数不大于 0.70% 的要求。汽提蒸汽量对脱苯汽油的影响见图 2 所示, 当提高汽提蒸汽量时, 脱苯汽油中的苯体积分数降低。当汽提蒸汽量提升至 $12\,568\text{ kg/h}$ 时, 脱苯汽油中的苯体积分数降低至 0.70% , 此蒸汽量保证苯体积分数指标达标的同

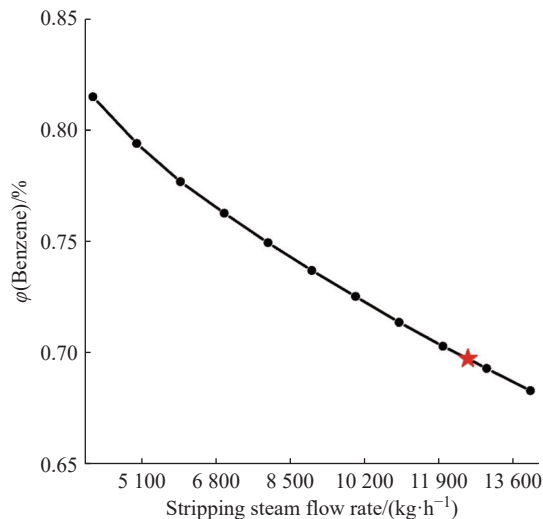


图 2 汽提蒸汽量对脱苯汽油的影响

Fig. 2 Effect of stripping steam flow rate on benzene-removed gasoline

时又不会使用大量蒸汽。基于某厂汽提塔操作参数和汽提法优化后的模拟结果详细数据见表 2, 在控制进料量(69.1 t/h)、进料温度($130\text{ }^{\circ}\text{C}$)、塔顶冷凝温度($40\text{ }^{\circ}\text{C}$)、塔顶压力(0.192 MPa)、塔板数(38 层)、进料位置(第 10 层)和富苯汽油抽出位置(第 35 层)均一致的情况下, 通过优化后脱苯汽油中苯含量降低、富苯汽油中苯含量升高, 汽提塔顶和塔底温度下降。为了达到脱苯汽油中苯体积分数不大于 0.70% 的要求, 优化后的汽提塔回流比和塔顶冷凝器热负荷增大使得塔的整体温度下降。虽然优化后脱苯汽油中苯体积分数达标, 但塔的回流比, 塔顶热负荷和汽提蒸汽量都相应增加, 随之能耗也会增加, 可寻求精馏塔体系进行提升和优化。

2.2 精馏法

2.2.1 流程描述 精馏塔方案为塔底设置重沸器方

表 2 基于某厂汽提塔操作参数和汽提法优化后的模拟结果对比

Table 2 Comparison between simulation results of stripping column based on operating parameters of oil refinery and optimized stripping process

Process type	Reflux ratio	Condenser heat load/MW	Toal flow rate of stripping steam/(t·h ⁻¹)	φ(Benzene) in benzene-rich gasoline/%	φ(Benzene) in benzene-removed gasoline/%
Stripping column 1	1.03	6.51	1.122	2.79	0.90
Stripping column 2	1.79	15.62	12.568	4.25	0.70

There is no water in benzene-rich gasoline or benzene-removed gasoline; Stripping column 1 is based on operating parameters of oil refinery; Stripping column 2 is optimized

式抽取富苯汽油。与汽提塔方案对比,在进料条件一致的条件下进行流程模拟,流程如图 3 所示。稳定汽油以流量 69.1 t/h 经过换热器换热后温度提升至 130 ℃ 进入汽油脱苯塔,塔底设有重沸器,塔顶设有空冷器,经过空冷器后温度降低至 40 ℃,一部分塔顶轻汽油回流至塔顶,另一部分与塔底换热降温后的重汽油混合,混合后的脱苯汽油进入 S-Zorb 装置。因精馏塔方案含有重沸器,为与汽提塔方案对比,精馏塔方案的汽油脱苯塔设有 38 层实际板,中段设置富苯汽油抽出,抽出流量为 8.87 t/h,经泵加压后进入裂解汽油加氢装置。本方案特点为塔底设置重沸器,塔顶设置空冷器,不注入蒸汽。

2.2.2 计算结果 精馏塔方案采用与汽提塔方案一样的进料条件,设置塔底重沸器和塔顶冷凝器,中段设置富苯汽油抽出。使用 Aspen Plus 进行流程模拟,

结合苯在塔中的分布进行优化后,苯在汽油脱苯塔的第 14 层塔板质量分数最高为 5.10%,据此优化精馏塔的抽出位置,按 14 层实际板抽出。精馏塔方案模拟结果见表 3。从表 3 中可以看出,随着塔底热负荷和回流比的增加,脱苯汽油中苯体积分数下降,当塔底热负荷为 3.81 MW,回流比为 1.34,塔底重沸器使用 6289 kg/h 的 1.1 MPa 蒸汽做热源时,脱苯汽油中苯体积分数为 0.70%。在蒸汽耗量与汽提塔方案相当的 Case 5 中,脱苯汽油的苯体积分数为 0.28%,效果优于汽提塔方案。通过调整塔底热负荷和回流比可控制脱苯后汽油的苯体积分数在要求范围内,保证满足车用汽油国 VIB 标准的同时又不会出现大量消耗热负荷情况。在满足脱苯汽油中苯体积分数为 0.70% 的 Case 3 工况下,富苯汽油中的苯质量分数为 5.10%。

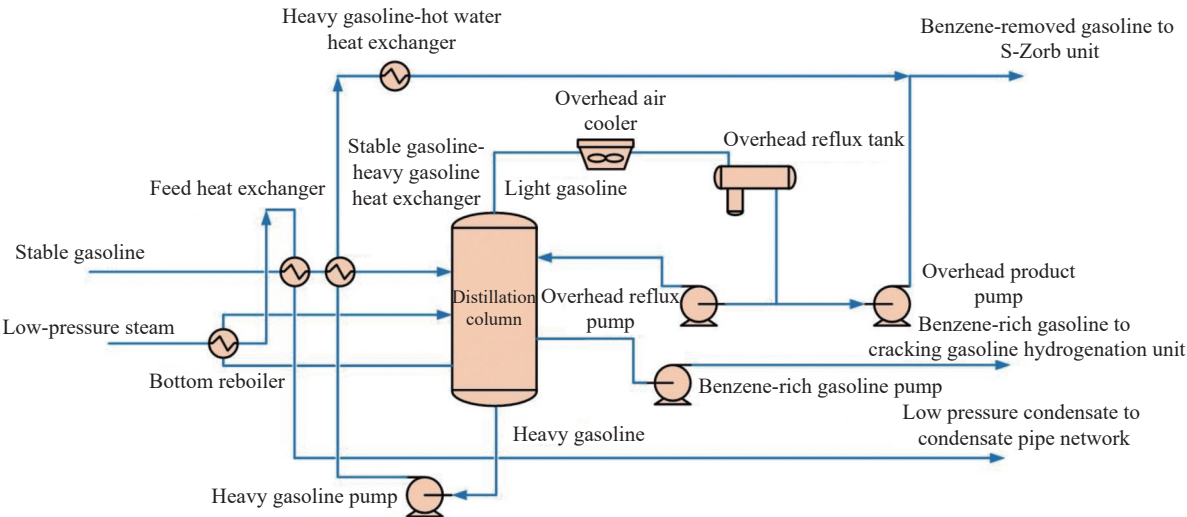


图 3 精馏塔工艺流程

Fig. 3 Distillation column process

2.3 方案对比

在同样进料条件下,对优化后的汽提塔方案和精馏塔方案进行了流程模拟,两种工艺方案都满足脱苯汽油苯体积分数不大于 0.70% 的要求,主要工艺操作参数见表 4。由表 4 可以看出,在控制进料流量

(69.1 t/h)、进料温度(130 ℃)、塔顶冷凝温度(40 ℃)、塔顶压力(0.282 MPa)、塔板数(38 层)和进料位置(第 10 层)均一致的情况下,汽提塔方案的回流比为 1.79,需要消耗蒸汽量 12.568 t/h,均高于精馏塔方案。这是由于汽提法通过蒸汽携带轻组分,分离效

表 3 精馏塔方案模拟结果
Table 3 Simulation results of distillation column process

Case	ϕ (Benzene) in benzene-removed gasoline/%	Bottom reboiler heat load/MW	Reflux ratio	Reboiler steam consumption/(kg·h ⁻¹)
1	0.73	3.67	1.29	6058
2	0.71	3.75	1.32	6190
3	0.70	3.81	1.34	6289
4	0.69	3.83	1.35	6322
5	0.28	7.61	2.68	12452

率低则需要更大的回流量补偿传质效率不足,而精馏法可通过多级平衡实现高效分离,故能以更低的回流量达到脱苯汽油苯体积分数不大于 0.70% 的要求。消耗热负荷方面,虽然精馏塔方案需要塔底重沸器消耗热负荷为 3.81 MW,但汽提塔冷凝器热负荷是精馏塔方案的 2.37 倍。

表 4 工艺操作参数对比
Table 4 Comparison of process operating parameters

Process type	Steam consumption/(t·h ⁻¹)	Reflux ratio	Heat load/MW	
			Condenser	Reboiler
Stripping column	12.568	1.79	15.62	—
Distillation column	6.289	1.34	6.59	3.81

汽提塔方案和精馏塔方案的物料平衡见表 5。由表 5 可以看出,两种方案分离效果相同。同时结合进料和产品的苯质量分数及分布(表 6)可得,汽提塔和精馏塔方案中富苯汽油占总物料质量分数均为 12.84% 的情况下,汽提塔和精馏塔方案的富苯汽油中苯质量分数均为 5.10%,两种方案的塔顶轻汽油和塔底重汽油的苯质量分数基本相同,说明两种方案脱苯能力相同。通过分析产品中的苯占进料中总苯的比例,对比两种方案苯的分布,核算结果见表 6,说明富苯汽油里的苯质量分数占进料中总苯的 47.00% (质量分数)即可满足脱苯汽油中苯指标达标。

基于上述分析,考虑到不同炼厂对目标产品的要求不同,可以通过调节抽出量确定汽油脱苯塔的脱苯能力。在控制脱苯汽油苯体积分数不大于 0.70% 的前提下,富苯汽油抽出量与富苯汽油中苯浓度的关系见表 7。从表 7 中可以看出,富苯汽油抽出比例越高,富苯汽油中苯流量越大,富苯汽油中苯浓度越低,说明富苯汽油抽出越多,汽油产品损失越多,分离精度要求越低,越节省设备和能耗。建议不同炼厂根据目标产品选择抽出比例。

进料和产品的恩氏蒸馏数据见表 8,其中 X %

表 5 汽提塔和精馏塔的物料平衡对比

Table 5 Comparison of mass balance for stripping column and distillation column

Component	Stripping column		Distillation column	
	Mass flow	Mass	Mass flow	Mass
	rate/(t·h ⁻¹)	fraction/%	rate/(t·h ⁻¹)	fraction/%
Gasoline feed	69.100	100.00	69.10	100.00
Stripping steam	12.568	18.19	—	—
Light gasoline	25.570	37.00	25.27	36.57
Heavy gasoline	34.660	50.16	34.96	50.59
Benzene-rich gasoline	8.870	12.84	8.87	12.84
Benzene-removed gasoline	60.230	87.16	60.23	87.16

There is no water in product of top column, product of bottom column, benzene-rich gasoline or benzene-removed gasoline for stripping column

表 6 进料和产品的苯质量分数及分布

Table 6 Comparison of benzene concentration distribution in feed and product, comparison of benzene concentration distribution in total benzene

Component	w (Benzene)/%		w (Benzene) in total benzene/%	
	Stripping column	Distillation column	Stripping column	Distillation column
Gasoline feed	1.38	1.38	100.00	100.00
Light gasoline	1.57	1.39	42.03	36.90
Heavy gasoline	0.30	0.44	10.97	16.10
Benzene-rich gasoline	5.10	5.10	47.00	47.00
Benzene-removed gasoline	0.84*	0.84*	53.05	53.00

* ϕ (Benzene)=0.70%

表示馏出体积百分比。可以看出汽提方案和精馏方案的轻汽油、富苯汽油和重汽油馏分的初馏点相同,两种方案中当轻汽油和重汽油的 $X=50\%$ 时馏点几乎相同,汽提方案中当富苯汽油的 $X=50\%$ 时馏点和终

表 7 富苯汽油抽出量与富苯汽油中苯质量分数的关系

Table 7 Relation between the extraction amount of benzene-rich gasoline and the benzene concentration in benzene-rich gasoline						
Extraction ratio of benzene-rich gasoline/%	Mass flow rate of benzene-rich gasoline/(t·h ⁻¹)	Mass flow rate of benzene removal gasoline/(t·h ⁻¹)	Mass flow rate of benzene in benzene-removed gasoline/(kg·h ⁻¹)	Mass flow rate of benzene in benzene-rich gasoline/(kg·h ⁻¹)	Benzene mass fraction in benzene-rich gasoline/%	Benzene mass fraction in benzene-removed gasoline/%
5.00	3.46	65.65	551.42	403.58	11.68	0.84
10.00	6.91	62.19	522.40	432.60	6.26	0.84
12.84	8.87	60.23	505.91	450.98	5.10	0.84
15.00	10.37	58.74	493.37	461.63	4.45	0.84
20.00	13.82	55.28	464.35	490.65	3.55	0.84
30.00	20.73	48.37	406.31	548.69	2.65	0.84
50.00	34.55	34.55	290.22	664.78	1.92	0.84

表 8 进料和产品的恩氏蒸馏数据对比

Table 8 Comparison of Engler distillation for feed and product							
X/%	T(Stable gasoline)/℃	Distillation point of stripping column/℃			Distillation point of distillation column/℃		
		Light gasoline	Benzene-rich gasoline	Heavy gasoline	Light gasoline	Benzene-rich gasoline	Heavy gasoline
0	34.3	16.4	38.0	103.9	16.3	38.9	102.7
5	41.8	21.4	46.5	114.6	21.2	54.2	111.9
10	44.8	23.4	49.9	118.9	23.2	60.6	115.7
30	64.0	28.6	68.8	128.9	28.3	78.7	127.7
50	90.5	31.9	76.7	142.8	31.6	84.9	142.1
70	120.8	47.8	82.5	161.8	46.4	89.8	161.6
90	165.5	65.1	90.5	182.9	60.1	101.6	182.6
95	181.8	74.8	93.5	190.8	66.4	114.4	190.6
100	198.1	84.4	96.5	198.7	72.7	127.3	198.7

馏点都小于精馏塔方案,这是因为汽提塔的塔底温度为 89 ℃,精馏塔的塔底温度为 174 ℃,汽提塔通过较低的温度实现苯和其他轻质组分的分离,从而使得苯的挥发性更高,富苯汽油馏分窄,因此馏点较低。两种方案的重汽油终馏点相同,说明重组分本身不易挥发,受工艺差异影响较小。

汽提塔和精馏塔方案的能耗对比见表 9~表 11。从能耗方面上看,两个方案的电消耗量的主要差别在于塔顶冷凝器,汽提塔的冷凝器热负荷为 15.62 MW,是精馏塔的两倍。汽提塔方案需消耗 12.568 t/h 蒸汽,而精馏方案的重沸器热源蒸汽量只需消耗 6.289 t/h,这表明精馏过程通过较低的回流比就能达到同样的分离效果,减少了不必要的蒸汽浪费。低温热回收热量来自塔底的重汽油换热器,由于精馏塔塔底温度高,所以能回收更多的低温热。在满足企业内部控制脱苯汽油中苯体积分数不大于 0.70%的要求下,

精馏塔方案消耗蒸汽量、换热量、电量均较少。以稳定汽油进料计算能耗,精馏塔方案的单位能耗较汽提塔方案低 5.486 kg/t,说明精馏塔方案更为高效和节能。通过对两个方案进行设备选型,确定了工艺方案的投资费用,工艺方案投资费用对比见表 12。

表 9 电消耗对比

Table 9 Comparison of electricity consumption		
Pump type	Power/kW	
	Stripping column	Distillation column
Overhead reflux pump	17	12
Overhead product pump	9	9
Benzene-rich gasoline pump	4	4
Bottom product pump	18	18
Overhead air cooler	351	148
Amount	399	191

根据经济评价数据对比,精馏塔方案的总投资费用比汽提塔多 38 万元,原因是精馏塔较汽提塔多了汽油脱苯塔底重沸器和稳定汽油-重汽油换热器,但汽提塔方案需要向系统内引入蒸汽,相比精馏塔方案多设两台分水罐,这增加了工艺流程的复杂性和运行成本。综上所述,推荐选用精馏塔方案。

表 10 1.1 MPa 蒸汽消耗对比

Table 10 Comparison of 1.1 MPa steam consumption	
Process scheme	Mass flow rate of stripping steam/(t·h ⁻¹)
Stripping column	12.568
Distillation column	6.289

表 11 能耗计算结果对比

Table 11 Comparison of energy consumption calculation results

Energy type	Design energy consumption/(kg·h ⁻¹)		Unit energy consumption/(kg·t ⁻¹)	
	Stripping column	Distillation column	Stripping column	Distillation column
Electricity	87.791	42.154	1.270	0.610
1.1 MPa Steam	955.168	477.964	13.823	6.917
Low-temperature heat recovery	18.200	113.855	0.263	1.648
Condensate	-96.145	-48.111	-1.391	-0.696
Amount	965.014	585.862	13.965	8.479

Energy consumption is calculated based on stable gasoline flow rate (69.1 t/h)

表 12 投资费用对比

Table 12 Comparison of investment cost

Process type	Equipment cost/CNY	Material cost/CNY	Installation cost/CNY	Construction cost/CNY	Amount/CNY
Stripping column	1.341×10 ⁷	3.10×10 ⁶	3.39×10 ⁶	2.2×10 ⁵	2.012×10 ⁷
Distillation column	1.371×10 ⁷	3.15×10 ⁶	3.41×10 ⁶	2.3×10 ⁵	2.050×10 ⁷

3 结 论

通过采用汽提法和精馏法脱苯技术,对现有汽提塔进行工艺方案的模拟优化和能耗分析,脱苯汽油中苯的体积分数由 1.15% 降至 0.70%。在都能满足国 VIB 标准中对苯含量要求的前提下,精馏塔方案的回流比和热负荷更小,蒸汽消耗量、换热量和电量均较少,每吨汽油能耗较汽提塔方案低 5.486 kg 标油,建议采用精馏法有效分离脱苯。相较于汽提塔,精馏塔工艺凭借低能耗、简流程、高精度的核心优势,成为汽油精细化分离的优选方案。对于各种规模的稳定汽油,建议采用标准系列配置,使其成为炼厂生产超低苯清洁汽油的核心设备,未来可通过功能材料与智能控制技术的融合,进一步提升经济性与环保性。

参考文献:

[1] CANNON J A. The regulation of toxic air pollutants: A critical review[J]. *Journal of the Air Pollution Control Association*, 1986, 36(5): 562-573.

[2] 李韬. 降低催化裂化汽油苯含量的处理措施 [J]. *化工管理*, 2024(14): 143-146.

[3] 郎宝, 王学川, 马思聪, 等. 降低重整汽油中苯含量的原料预分馏方案 [J]. *石油炼制与化工*, 2015, 46(11): 52-55.

[4] 郑斌. 第 5 版《世界燃油规范》及对中国车用燃油发展的思考 [J]. *石油商技*, 2015, 33(2): 64-71.

[5] European Committee for Standardization. Automotive fuels-unleaded petrol requirements and test methods: BS EN 228: 2012+A1: 2017[S]. Brussels: BSI Standards Publication, 2019.

[6] 李荣亚, 杨志鹏, 蒋成. 催化汽油苯含量高的原因分析及工艺优化 [J]. *天津化工*, 2024, 38(2): 96-99.

[7] 万涛, 冯勤勇, 张峰. 降低催化裂解汽油苯含量的研究及工业实践 [J]. *石油炼制与化工*, 2020, 51(2): 45-49.

[8] 中华人民共和国国家质量监督检验检疫总局, 中国国家标准化管理委员会. 车用汽油: GB 17930—2016[S]. 北京: 中国标准出版社, 2016.

[9] 李安东. 催化裂化汽油抽苯工艺流程 [J]. *广东化工*, 2024, 51(15): 18-20.

[10] 陈伟军, 王连超, 熊启强. 催化裂化汽油分馏脱苯技术的应用 [J]. *精细石油化工*, 2021, 38(5): 50-53.

[11] 王子健, 柯明, 宋昭峥, 等. 分子筛催化汽油烷基化降苯技术研究进展 [J]. *化工进展*, 2023, 42(5): 2371-2389.

- [12] UMANSKY B, CLARK M C, ZHAO X. Banish the benzene, boost the octane[J]. *Hydrocarbon Engineering*, 2007, 12(6): 61-62.
- [13] UMANSKY B S, CLARK M C, LOPEZ C N, *et al.* Process for making high octane gasoline with reduced benzene content by benzene alkylation at high benzene conversion: US20100300930[P]. 2010-12-02.
- [14] MICHAEL C C, EL-MEKKI E. Gasoline benzene reduction through ExxonMobil research and engineering company's reformat alkylate catalytic technology: BenzOUT™[C]/NPRA Annual Meeting Technical Papers. Phoenix: NPRA, 2010: 550-555.
- [15] 赵乐平, 胡永康, 孙万付, 等. 一种降低汽油中苯含量的方法: CN1219026C[P]. 2005-09-14.
- [16] KERRY R, ARVIDS J, MAARTEN A. Cost effective solutions for reduction of benzene in gasoline[C]/NPRA Annual Meeting Technical Papers. San Diego: NPRA, 2008: 20-28.
- [17] 胡德铭. 国外催化重整工艺技术进步 [J]. *炼油技术与工程*, 2012, 42(4): 1-10.
- [18] PODREBARAC G G, FOLEY R. Benzene removal from FCC naphtha: US7501549[P]. 2009-03-10.
- [19] 杨涛. 汽油降苯增产芳烃的工艺优化研究 [J]. *现代化工*, 2024, 44(3): 221-224.
- [20] 杨涛, 汤玉敏, 费翔, 等. 一种脱硫汽油降苯增产芳烃的方法: CN111575045B[P]. 2022-04-05.
- [21] 邢秉茂. 基于 Aspen Plus 的直接蒸汽负压脱苯工艺模拟与优化 [J]. *化学工程与装备*, 2024(4): 41-44, 51.

Stripping Separation and Distillation Separation for Removing Benzene in FCC Gasoline

JIN Mengtian

(Sinopec Engineering Incorporation, Beijing 100101, China)

Abstract: The study of refined separation of fluid catalytic cracking (FCC) gasoline fractions is an important means to reduce the benzene content in gasoline. Owing to the high benzene content in the middle fraction of FCC gasoline, separating FCC gasoline into light, middle, and heavy fractions enables effective separation of benzene and non-benzene components to meet the requirements for benzene content in the VIB standard for automotive gasoline. The separation technology that uses a distillation column or a stripping column to separate gasoline is a commonly used technique, but it has problems such as a complex process, high reflux ratio, and high energy consumption. In this work, based on the existing stripping column for removing benzene from FCC gasoline in a catalytic cracking unit of a Sinopec refinery, the benzene removal performance of the stripping column scheme is studied through simulation and optimization using Aspen Plus software, and the distillation column scheme is investigated under the same feed conditions. A comparison of the two processes for separating benzene—stripping column and distillation column—is presented. The technical performance is systematically evaluated. The results show that using distillation-based separation and benzene-removal technology to treat FCC gasoline reduces the volume fraction of benzene from 1.15% to 0.70%; The energy consumption per ton of gasoline is 5.486 kg of standard oil lower than that of the stripper scheme. The distillation method has more advantages in separation accuracy, energy consumption control, and benzene removal efficiency. This work can provide guidance for refineries to solve the problem of excessive benzene content in gasoline.

Key words: FCC gasoline; benzene; stripping separation; distillation separation; national VIB standard for gasoline

(责任编辑: 王晓丽)